

**PRARANCANGAN PABRIK ISOBUTILENA
DARI TERSIER BUTIL ALKOHOL DENGAN PROSES DEHIDRASI
MENGUNAKAN KATALIS *STYRENE-DEVINYLBENZENE*
KAPASITAS PRODUKSI 15.000 TON/TAHUN**



PUBLIKASI ILMIAH

Disusun Sebagai Salah Satu Syarat Menyelesaikan Program Studi Strata 1

Jurusan Teknik Kimia

Oleh:

WIDHYOKO HERI SANTOSO

D 500 140 004

**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS MUHAMMIDAYAH SURAKARTA**

2016

HALAMAN PERSETUJUAN

**PRARANCANGAN PABRIK ISOBUTILENA
DARI TERSIER BUTIL ALKOHOL DENGAN PROSES DEHIDRASI
MENGUNAKAN KATALIS *STYRENE-DEVINYLBENZENE*
KAPASITAS PRODUKSI 15.000 TON/TAHUN**

PUBLIKASI ILMIAH

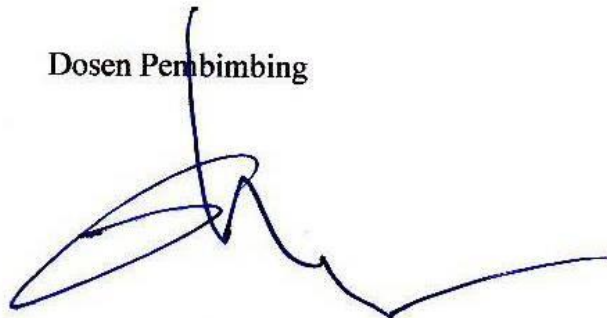
Oleh:

WIDHYOKO HERI SANTOSO

D 500 140 004

Telah diperiksa dan disetujui untuk diuji oleh:

Dosen Pembimbing

A handwritten signature in blue ink, consisting of a series of loops and a long horizontal stroke at the end.

M. Mujiburohman, S.T., M.T., Ph.D.

NIK. 794

HALAMAN PENGESAHAN
PRARANCANGAN PABRIK ISOBUTILENA
DARI TERŠIER BUTIL ALKOHOL DENGAN PROSESDEHIDRASI
MENGGUNAKAN KALATIS *STYRENE-DEVINYLBENZENE*
KAPASITAS PRODUKSI 15.000 TON/TAHUN

Oleh:

WIDHYOKO HERI SANTOSO

D 500 140 004

Telah dipertahankan di depan Dewan penguji

Fakultas Teknik

Universitas Muhammadiyah Surakarta

Pada hari jumat, 29 April 2016

Dewan Penguji:

1. **M. Mujiburohman, S.T., M.T., Ph.D.**
(Ketua)

2. **Kusmiyati, S.T., M.T., Ph.D.**
(Penguji 1)

3. **Eni Budiyati, S.T., M.Eng.**
(Penguji 2)

(.....)

(.....)

(.....)

Dekan Fakultas Teknik



Ir. Sri Sunarjono, M.T., Ph.D.

NIK. 682

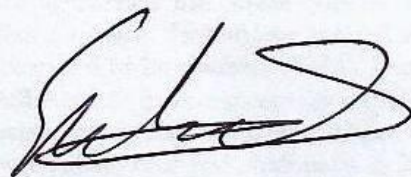
PERNYATAAN

Dengan ini saya nyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah diajukan untuk memperoleh gelar kesarjanaan di suatu perguruan tinggi dan sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan orang lain, kecuali secara tertulis diacu dalam naskah dan disebutkan dalam daftar pustaka.

Apabila kelak terbukti ada ketidakbenaran dalam pernyataan saya di atas, maka akan saya pertanggungjawabkan sepenuhnya.

Surakarta, 29 April 2016

Penulis



WIDYOKO HERI SANTOSO

D 500 140 004

ABSTRAK

Isobutilena atau 2-methyl propene memiliki rumus molekul C_4H_8 , biasanya dihasilkan sebagai produk samping dari proses penyulingan minyak bumi. Senyawa ini berfungsi sebagai bahan baku pembuatan metil tersier butil eter (MTBE) dan etil tersier butil eter (ETBE) yang bermanfaat untuk meningkatkan angka oktan bahan bakar. Reaksi polimerisasi isobutilena dapat menghasilkan karet sintesis (*butyl rubber*). Isobutilena direaksikan dengan phenol akan membentuk antioksidan *butylated hydroxytoluene* (BHT) dan *butylated hydroxyanisole* (BHA). Karena kebutuhan isobutilena semakin meningkat dan mengurangi impor serta untuk persaingan pasar bebas ASEAN (MEA). Beberapa faktor yang perlu diperhatikan diantaranya aspek penyediaan bahan baku, tenaga kerja, transportasi, utilitas dan pemasaran. Maka lokasi pabrik yang cukup strategis adalah di kawasan Industri Tuban, Jawa Timur, Indonesia pada tahun 2019 pada tanah seluas 22.675 m² dengan jumlah karyawan 159 orang. Dalam proses pembuatan isobutilena dilakukan dengan reaksi dehidrasi tersier butil alkohol (TBA) di bantu dengan katalis *styrene-divinyl benzene* didalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi dehidrasi adalah reaksi *endothermic* dan *reversible* yang dikondisikan menuju ke arah produk dengan suhu operasi 93°C dan tekanan 5 atm. Reaktor yang digunakan bersifat isothermal yang beroperasi secara kontinyu. Hasil produksi pabrik isobutilena sebesar 1893,754 Kg/jam, kebutuhan bahan baku TBA 2966,654 Kg/jam dan katalis sebesar 383,897 Kg. Hasil analisa ekonomi terhadap prarancangan pabrik isobutilena diperoleh *fixed capital investment* (FCI) sebesar Rp 354.623.090.728,00 dan *working capital* (WC) sebesar Rp 231.693.692.096,00. Dari analisa kelayakan diperoleh hasil *return on investment* (ROI) sebelum pajak 34,71% dan setelah pajak 24,30%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak 2,24 tahun dan setelah pajak 2,92 tahun. *Break Even Point* (BEP) 47,91%, *Shut Down Point* (SDP) 29,91% dan *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 30,28%. Hasil analisa ekonomi menyimpulkan bahwa Pabrik isobutilena dari TBA dengan proses dehidrasi kapasitas 15.000 ton/tahun **layak** untuk didirikan.

Kata kunci: isobutilena, katalis *styrene-divinyl benzene*, proses dehidrasi

ABSTRACT

Isobutylene or 2-methyl propene has the molecular formula C_4H_8 , usually produced as a by product of the petroleum refining process. This compound serves as raw material for the manufacture of methyl tertiary butyl ether (MTBE) and ethyl tertiary butyl ether (ETBE) are useful to increase the octane number fuel. Isobutylene polymerization reaction can produce synthetic rubber (*butyl rubber*). Isobutylene reacted with phenol to form the antioxidant *butylated hydroxytoluene* (BHT) and *butylated hydroxyanisole* (BHA). Due to increasing needs of isobutylene and reduce imports as well as for the ASEAN free market competition (MEA). Some factors to consider include aspects of the supply of raw materials, labor, transportation, utilities and marketing. Then the factory strategic location is in the area of Industrial Tuban, East Java, Indonesia in 2019 on a land area of 22.675 m² and employe 159 people. In the process of making isobutylene done dehydration reaction of tertiary butyl alcohol (TBA) is aided by a catalyst in the styrene-divinyl benzene flow stirred tank reactor (RATB). Dehydration reaction is endothermic reaction and reversible conditioned towards products with operating temperature of 93°C and a pressure of 5 atm. The reactor used is isothermal that operates continuously. The results of factory production of isobutylene 1893,754 Kg/h, raw material requirements TBA 2966,654 Kg/h and the catalyst of 383,897 Kg. The results of the economic analysis of the obtained isobutylene plant prarancangan fixed capital investment (FCI) of Rp354.623.090.728,00 and working capital (WC) Rp231.693.692.096,00. Feasibility analysis results obtained from the return on investment (ROI) before tax after tax 34,71% and 24,30%. Pay Out Time (POT) before tax and after-tax 2,24 tahun of 2,92 years. Break Even Point (BEP) 47,91%, Shut Down Point (SDP) of 29,91% and a Discounted Cash Flow (DCF) of 30,28%. The results of the economic analysis concluded that the plant isobutylene from TBA with the dehydration process capacity of 15.000 ton/year feasible to set.

Keywords: isobutylene, styrene-devinyl catalyst benzene, the dehydration process

1. PENDAHULUAN

Teknologi di bidang industri kimia telah berkembang pesat di negara-negara maju seperti di Amerika, Eropa dan Asia Timur. Indonesia sebagai negara berkembang diharapkan mampu bersaing seiring dengan dimulainya pasar bebas. Tantangan bagi Indonesia yaitu untuk meningkatkan perekonomian bangsa dengan menciptakan suatu industri yang kompetitif. Salah satu jenis industri yang layak dikembangkan di Indonesia adalah industri isobutilena. Selama ini kebutuhan isobutilena dan produk turunannya masih di impor dari luar negeri. Hal tersebut dapat mengurangi devisa negara.

Sampai saat ini situasi perekonomian di Indonesia sebagai Negara berkembang belum mengalami kemajuan pesat dan seiring dibukanya pasar bebas. hal ini berdampak pada bidang industri. Banyak sektor yang masih tergantung impor dari luar negeri. sehingga diperlukan suatu usaha untuk menanggulangi ketergantungan terhadap impor. Salah satu penanggulangan tersebut adalah dengan mendirikan industri isobutilena yang bertujuan terutama untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dimana kebutuhan isobutilena semakin meningkat.

Isobutilena yang memiliki rumus molekul C_4H_8 merupakan *raw material* yang digunakan dalam industri kimia seperti untuk pembuatan UTBE, MTBE, BHA, BHT, *butyl rubber* dan bahan kimia lainnya (Ulman, 1989). Tujuan dari perancangan pabrik isobutilena antara lain:

- Terciptanya lapangan pekerjaan.
- Memacu pertumbuhan industri-industri baru yang menggunakan bahan baku isobutylene.
- Menurunkan ketergantungan terhadap impor.

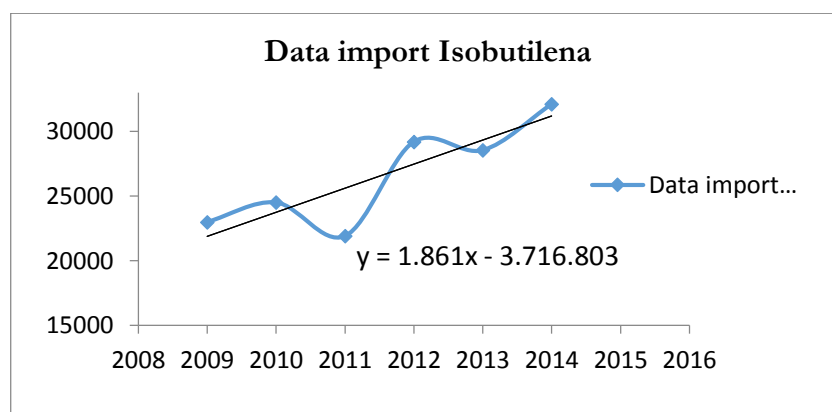
2. TINJAUAN PUSTAKA

Dalam menentukan kapasitas pabrik isobutilena yang direncanakan, penyusun melakukan analisis terhadap beberapa pendekatan, yaitu:

Tabel 2.1 Data impor isobutilena dari tahun 2009-2014

Tahun	Jumlah (Ton/tahun)
2009	22.984,44
2010	24.500,03
2011	21.902,77
2012	29.199,76
2013	28.552,92
2014	323.120,11

(Badan Pusat Statistik, 2013)



Gambar 2.1 Kebutuhan isobutilena di Indonesia pertahun.

Dari Gambar 1, didapat persamaan regresi linier grafik:

$$\begin{aligned} y &= 1861x - 3716803 \\ &= 1861(2019) - 3716803 \\ &= 40.556 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

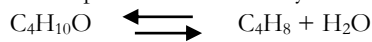
Berdasarkan berbagai pertimbangan di atas, maka diambil kapasitas produksi rancangan pabrik isobutilena yang akan didirikan pada tahun 2019 sebesar 15.000 ton/tahun. Selain untuk pemenuhan kebutuhan isobutilena dalam negeri, kapasitas tersebut juga dirancang untuk dapat menembus pasar bebas asia tenggara (MEA), agar dapat bersaing dengan perusahaan asing dalam hal ekspor.

Berdasarkan letak pabrik ada beberapa pertimbangan yaitu sumber bahan baku, pemasaran produk, tenaga kerja, sarana transportasi, energi, air, pembuangan limbah, buruh dan tenaga kerja, perpajakan, perijinan, biaya konstruksi dan kebijakan pemerintah dan telekomunikasi maka lokasi pabrik isobutilena didirikan di Tuban, Jawa Timur, Indonesia. Pada tanah seluas 22,675 m² dengan jumlah karyawan 159 orang.

3. DISKRIPSI PROSES

3.1 Tinjauan Termodinamika

Proses pembuatan isobutylene dari bahan baku TBA ini berdasarkan reaksi dehidrasi fase cair. Reaksi pembentukan isobutylene adalah sebagai berikut:



Data-data harga ΔH_f° dari Yaws, 1999, untuk masing-masing komponen pada suhu 298,15 K adalah sebagai berikut:

$$\Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} = -325,81 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8 = -16,90 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O} = -227,36 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_r &= \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan} \\ &= (\Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_8 + \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) - \Delta H_f^\circ \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} \\ &= (-16,9 + (-227,36)) - (-325,81) \\ &= + 81,55 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan isobutilena adalah reaksi endotermis atau memerlukan panas, sehingga perlu dilakukan pemanasan pada reaktor.

Reaksi dapat bersifat *reversible* atau *irreversible* ditentukan dengan menghitung energy bebas gibbs reaksi pada suhu 298,15 K:

ΔG°_f masing-masing komponen pada 298,15 K adalah :

$$\Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} = -191,04 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_8 = 58,07 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O} = -228,60 \text{ kJ/mol}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^\circ &= \Delta G^\circ_f \text{ produk} - \Delta G^\circ_f \text{ reaktan} \\ &= (\Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_8 + \Delta G^\circ_f \text{ H}_2\text{O}) - \Delta G^\circ_f \text{ C}_4\text{H}_{10}\text{O} \\ &= (58,07 + (-228,6)) - (-191,04) \\ &= +20,51 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Menghitung konstanta kesetimbangan (K) standar pada 298,15 K:

$$\ln K = -3111,9 \frac{1}{T} + 7,6391$$

K : konstanta kesetimbangan

$$\begin{aligned}
 T &: \text{ suhu reaksi (K)} \\
 \ln K &= -3111,9 \frac{1}{365,931} + 7,6391 \\
 \ln K &= -0,8649 \\
 K &= 0,4211
 \end{aligned}$$

Karena konstanta kesetimbangan (K) kecil, hal ini berarti reaksi berjalan bolak-balik (*reversible*).

3.2 Tinjauan Kinetika

Reaksi dehidrasi TBA menjadi isobutilena dan air berlangsung dalam satu tahapan proses. Menurut eksperimen mengenai kinetika reaksi dehidrasi yang telah dilakukan, diperoleh persamaan empiris untuk menghitung konstanta kecepatan reaksi (k) dan laju reaksi ($-r_T$). Persamaan yang diperoleh dari eksperimen yaitu sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 k &= F_{ref} \exp\left[-\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right)\right] \\
 -r_T &= k \frac{(K a.C_{C_4H_{10}O} - C_{H_2O}.C_{C_4H_8})}{C_{C_4H_{10}O} + \frac{K_{H_2O}}{K_{C_4H_{10}O}} C_{H_2O}}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan persamamaan diatas dapat dihitung harga konstanta kecepatan reaksi dan laju reaksi yaitu sebagai berikut:

- Menghitung konstanta kecepatan reaksi (k)

$$\begin{aligned}
 k &= F_{ref} \exp\left[-\frac{E}{R}\left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_{ref}}\right)\right] \\
 k &= 0,21 \frac{\text{mol}}{\text{detik.kg katalis}} \exp\left[-\frac{18 \text{ kJ/mol}}{0,008314 \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \times \left(\frac{1}{366,15} - \frac{1}{243,15}\right)\right] \\
 k &= 0,3121 \frac{\text{mol}}{\text{detik.kg katalis}} = 1,1237 \frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}}
 \end{aligned}$$

- Menghitung laju reaksi ($-r_T$)

$$\begin{aligned}
 -r_T &= k \frac{(K a.C_{C_4H_{10}O} - C_{H_2O}.C_{C_4H_8})}{C_{C_4H_{10}O} + \frac{K_{H_2O}}{K_{C_4H_{10}O}} C_{H_2O}} \\
 -r_T &= 1,1237 \frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}} \left(\frac{(0,4232 \times 0,00221) - (0,00617 \times 0,00617)}{0,00221 + (1,5 \times 0,00617)} \right) \\
 -r_T &= 0,0879 \frac{\text{kmol}}{\text{jam.kg katalis}}
 \end{aligned}$$

Terdapat beberapa faktor yang saling berhubungan dalam perhitungan laju reaksi. Hubungan antara konstanta kecepatan reaksi dengan laju reaksi yaitu semakin besar harga konstanta kecepatan reaksi, maka laju reaksi akan semakin cepat. Kenaikan suhu dapat meningkatkan harga k dan laju reaksi, tetapi besarnya harga konstanta kecepatan reaksi dibatasi oleh sifat dari reaktannya.

3.3 Langkah Proses

Bahan baku yang dibutuhkan untuk kegiatan proses dipersiapkan terlebih dahulu. Bahan-bahan tersebut meliputi TBA dan katalis *styrene-divinylbenzene cation exchange*. Tersier butil alkohol merupakan cairan tak berwarna yang disimpan dalam tangki silinder vertikal yang dikondisikan pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Pada proses ini katalis tidak diumpankan secara kontinyu ke dalam reaktor, sehingga katalis yang berupa padatan disimpan di dalam gudang penyimpanan pabrik. Penyimpanan katalis dikondisikan pada suhu 30°C, tekanan 1 atm dan keadaan ruangan yang tidak lembab. Untuk memulai proses pembuatan isobutilena, bahan baku dipompa dari tangki penampung ke tangki *mixer* (M-114) untuk

mencampurkan antara aliran *fresh feed* dengan aliran *recycle* dari menara distilasi 2 (D-130). Campuran bahan baku kemudian dipompa hingga bertekanan 5 atm menuju *heater* (E-115) yang bertujuan untuk meningkatkan suhu umpan reaktor, sehingga beban pemanasan di dalam reaktor berkurang. Umpan reaktor dikondisikan pada suhu 93°C. Keluaran dari *heater* (E-113) dipompa menuju reaktor.

4. SPESIFIKASI ALAT PROSES

- **Reaktor**

Kode alat	: R-110
Fungsi	: Untuk mereaksikan tersier butil alkohol menjadi isobutilena dan air
Jenis	: Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
<u>Kondisi Operasi</u>	
Suhu	: 93°C
Tekanan	: 5 atm
Volume reaktor	: 5,118 m ³
Diameter <i>shell</i>	: 1,985 m
Tebal <i>plate shell standar</i>	: 0,313 in = 0,008 m
Tebal <i>plate head standar</i>	: 0,625 in = 0,016 m
Tinggi total reaktor	: 2,683 m

Spesifikasi Pengaduk

Jenis	: Turbin dengan 6 <i>blade disk baffle</i>
Kecepatan	: 132 rpm
Diameter	: 0,662 m
Tinggi	: 1,654 m
Power motor	: 5 Hp
Lebar pengaduk	: 0,165 m
Lebar <i>baffle</i>	: 0,165 m

- **Menara Distilasi**

- Menara Distilasi 1	
Kode alat	: D-120
Fungsi	: Untuk memisahkan isobutilena dengan air dan sisa reaktan agar didapatkan produk dengan kemurnian 99,99%
Jenis	: <i>Plate Sieve Tray</i>
Umpan	: P = 5 atm T = 92,781°C
Top	: P = 5 atm T = 43,809°C
Bottom	: P = 5 atm T = 150,489°C
Tinggi menara distilasi	: 11,18 m
Jumlah <i>plate</i>	: 19 <i>plate</i>
Diameter menara distilasi	: 0,457 m
Tebal <i>head</i>	: 0,1875 in = 0,005 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in = 0,005 m
<i>Tray spacing</i>	: 0,5 m
Umpan masuk	: <i>Tray</i> nomor 7 dari atas
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i> SA-283 Grade C
- Menara Distilasi 2	
Kode alat	: D-130
Fungsi	: Untuk memurnikan tersier butil alkohol sehingga dapat dikembalikan sebagai

	umpan reaktor
Jenis	: <i>Plate Sieve Tray</i>
Umpan	: P = 1 atm T = 85,650°C
<i>Top</i>	: P = 1 atm T = 88,325°C
<i>Bottom</i>	: P = 1 atm T = 99,997°C
Tinggi menara distilasi	: 34,043 m
Jumlah <i>plate</i>	: 54 <i>plate</i>
Diameter menara distilasi	: 0,831 m
Tebal <i>head</i>	: 0,1875 in = 0,005 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,1875 in = 0,005 m
<i>Tray spacing</i>	: 0,6 m
Umpan masuk	: <i>Tray</i> nomor 4 dari atas
Bahan konstruksi	: <i>Carbon steel</i> SA-283 Grade C

- **Tangki Mixer**

Kode alat	: M-114
Fungsi	: Untuk mencampurkan arus <i>fresh feed</i> dan arus <i>recycle</i> agar homogen untuk diumpankan kereaktor
Jenis	: Tangki silinder vertikal berpengaduk dengan atap dan dasar <i>thorispherical</i>
Suhu	: 43,47°C
Tekanan	: 1 atm
Volume tangki	: 1,689 m ³
Diameter	: 1,372 m
Tinggi	: 2,683 m
<u>Spesifikasi Pengaduk</u>	
Jenis	: Turbin dengan 6 <i>blade disk baffle</i>
Kecepatan	: 195 rpm
Diameter	: 0,457 m
Tinggi	: 0,091 m
Power motor	: 5 Hp
Lebar pengaduk	: 0,114 m
Lebar <i>baffle</i>	: 0,114 m
Bahan konstruksi	: <i>Stainless steel</i> SA-240 Tipe 316 Grade M

- **Alat Penukar Panas**

- <i>Heater 1</i>	
Kode alat	: E-113
Fungsi	: Untuk menaikkan suhu umpan reaktor dari suhu 45,468°C menjadi 93°C
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Beban pemanas	: 675329,45 kJ/jam
Luas transfer panas	: 23,394 ft ²
<u>Spesifikasi</u>	
<i>Annulus</i>	
IPS	: 4 in = 0,102 m
OD	: 4,50 in = 0,114 m
ID	: 4,02 in = 0,102 m
<i>Inner pipe</i>	
IPS	: 3 in = 0,076 m
OD	: 3,5 in = 0,089 m
ID	: 4,02 in = 0,078 m

Panjang total	: 20 ft = 6,096 m
<u>Bahan Konstruksi</u>	
<i>Inner pipe</i>	: <i>Cast iron</i>
<i>Annulus</i>	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
- <i>Cooler 1</i>	
Kode alat	: E-127
Fungsi	: Untuk menurunkan suhu produk bawah menara distilasi 1 dari suhu 150,489°C menjadi 40°C
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 buah
Beban pendingin	: 40.944,06 kJ/jam
Luas transfer panas	: 7,730 ft ²
<u>Spesifikasi</u>	
<i>Annulus</i>	
IPS	: 2 in = 0,051 m
OD	: 2,38 in = 0,060 m
ID	: 2,06 in = 0,053 m
<i>Inner pipe</i>	
IPS	: 1,25 in = 0,051 m
OD	: 1,66 in = 0,060 m
ID	: 1,38 in = 0,035 m
Panjang total	: 15 ft = 3,658 m
<u>Bahan Konstruksi</u>	
<i>Inner pipe</i>	: <i>Cast iron</i>
<i>Annulus</i>	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
- <i>Cooler 2</i>	
Kode alat	: E-137
Fungsi	: Untuk menurunkan suhu produk bawah menara distilasi 2 dari suhu 99,997°C menjadi 40°C
Jenis	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Jumlah	: 1 buah
Beban pendingin	: 245.910,89 kJ/jam
Luas transfer panas	: 54,004 ft ²
<u>Spesifikasi</u>	
<i>Annulus</i>	
IPS	: 3 in = 0,076 m
OD	: 3,5 in = 0,089 m
ID	: 3,06 in = 0,078 m
<i>Inner pipe</i>	
IPS	: 2 in = 0,051 m
OD	: 2,38 in = 0,060 m
ID	: 2,06 in = 0,053 m
Panjang total	: 124 ft = 37,840 m
<u>Bahan Konstruksi</u>	
<i>Inner pipe</i>	: <i>Cast iron</i>
<i>Annulus</i>	: <i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>

- Bank Indonesia, 2016, *Informasi Kurs Rupiah*, <http://www.bi.go.id/id/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>, diakses 15 Januari 2016.
- Brown, G.G., 1978, *Unit Operation*, 3rd ed., McGraw Hill International Book Company, Tokyo.
- Brownell, L.E. and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, 1st ed., John Wiley and Sons Inc., New York.
- Coulson, J.M. and Richardson, J.F., 1983, *An Introduction to Chemical Engineering*, Allyn and Bacon Inc., Massachusetts.
- Cui, K., 2015, *Tert-Butyl Alcohol*, <http://baoyuanchemical.en.ecplaza.net/tert-butyl-alcohol-107433-3135103.html>, diakses 21 Mei 2015.
- Gupta and Vijai, P.B., 1996, *Liquid Phase Dehydration of Tertiary Butyl Alcohol*, European Patent, 0712824A1.
- Harriot, P., 2003, *Chemical Reactor Design*, Marcel Dekker Inc., New York.
- Herlambang, A., dkk., 2002, *Teknologi Pengolahan Limbah Cair Industri*, <http://www.kelair.bppt.go.id/Publikasi/BukuLimbahCairIndustri/BukuLimbahCairIndustri.html>, diakses 19 Januari 2016.
- Honkela, L.M., et al., 2004, *Kinetics, Catalysis and Reaction Engineering Thermodynamics and Kinetics of the Dehydration of tert-Butyl Alcohol*, Finland, Helsinki University of Technology.
- Khobiar, S. and Kinnelon, N.J., 1988, *Dehydrogenation of Isobutane*, United States Patent, 4766266.
- Keputusan Menteri Negara Lingkungan Hidup Nomor 01 Limbah B3, Oktober 1995, *Tata cara dan Persyaratan Teknis Penyimpanan dan Pengumpulan Limbah B3*, Jakarta.
- Keyworth, D.A. and McFarland, C.G., 1986, *Production of Isobutene from Metyl Tertiary Butyl Ether*, United States Patent, 4570026.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1968, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 3rd ed., A Wiley Inter Science Publisher Inc., New York.
- Lee, A., 2015, *Isobutylene(MP)*, http://www.alibaba.com/product-detail/IsobutyleneMP_1582377589.html?spm=a2700.7724838.0.0.jnWxaK, diakses 14 April 2015.
- Perry, R.H. and Green, D.W., 1999, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th ed., McGraw Hill Book Company, Singapore.
- Powell, S.T., 1954, *Water Conditioning for Industry*, 1st ed., McGraw-Hill Book Company, New York.
- Rase, H.F., 1981, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, 3rd ed., McGraw Hill International Book Company, Tokyo.
- Reid, R. C., et al., 1991, *The Properties of Gases and Liquids*, 3rd ed., Mc-Graw Hill Book Company, New York.
- Said, N.I., 2007, *Disinfeksi untuk Proses Pengolahan Air Minum*, Jakarta, Pusat Teknologi Lingkungan, BPPT.
- Ullman, 1989, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 7th ed., Wiley, United States.
- Ulrich, G.D., 1984, *A Guide To Chemical Engineering Process Design and Economics*, John Wiley and Sons Inc., Canada.
- Widjaja, G., dan Yani, A., 2003, *Perseroan Terbatas*, Raja Grafinda Persada, Jakarta.
- Yang, J., 2015, *Styrene-Divinylbenzene*, http://m.jyjiarong.en.alibaba.com/productgroupdetail-801254510/Ion_Exchange_Resin.html, diakses 8 Juli 2015.
- Yaws, C.L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw Hill Book Company, New York.